

**BUNDESREPUBLIK DEUTSCHLAND**

EPo 4108191

22.07.2004

**PRIORITY  
DOCUMENT**SUBMITTED OR TRANSMITTED IN  
COMPLIANCE WITH RULE 17.1(a) OR (b)

**Prioritätsbescheinigung über die Einreichung  
einer Patentanmeldung**

**Aktenzeichen:** 103 33 755.5

**Anmeldetag:** 24. Juli 2003

**Anmelder/Inhaber:** BASF Aktiengesellschaft, 67063 Ludwigshafen/DE

**Bezeichnung:** Verfahren zur Dehydrierung von Carbonylverbindungen

**IPC:** C 07 B, B 01 J, C 07 C

**Die angehefteten Stücke sind eine richtige und genaue Wiedergabe der ursprünglichen Unterlagen dieser Patentanmeldung.**

München, den 7. Juli 2004  
Deutsches Patent- und Markenamt

Der Präsident  
Im Auftrag

Schäfer

Best Available Copy

**BASF Aktiengesellschaft**24. Juli 2003  
B03/0225 IB/XS/hen/arw

5

**Verfahren zur Dehydrierung von Carbonylverbindungen**

Die Erfindung betrifft ein Verfahren zur Herstellung von alpha, beta-ungesättigten acyclischen oder cyclischen Carbonylverbindungen durch Dehydrierung der entsprechenden gesättigten Carbonylverbindungen in der Gasphase an einem heterogenen Dehydrierkatalysator.

Aus der JP 49127909 A2 ist ein Verfahren zur Dehydrierung von gesättigten Ketonen beschrieben. Demnach kann Butanon bei 500 °C an einem Eisenoxid, Aluminiumoxid und Kaliumoxid enthaltenden Katalysator unter Zusatz von Wasserdampf mit 5,5%igem Umsatz und 83%iger Selektivität zu 1-Buten-3-on umgesetzt werden.

Allerdings müssen solche Katalysatoren auf Basis von Eisenoxid mit relativ viel Wasserdampf im Verhältnis zum zu dehydrierenden Kohlenwasserstoff eingesetzt werden und deaktivieren unter dem Einfluss von Kohlenwasserstoffen mit Oxofunktionen dennoch sehr rasch.

Aus der US 6,433,229 B1 ist ein Verfahren zur Herstellung von cyclischen alpha, beta-ungesättigten Ketonen durch Dehydrierung der entsprechenden gesättigten Ketone, insbesondere die Dehydrierung von Cyclopentanon zu 2-Cyclopenten-1-on, in der Gasphase an Heterogenkatalysatoren in Anwesenheit von weniger als 0,1 mol Sauerstoff pro Mol des zu dehydrierenden Edukts beschrieben. Als Katalysatoren werden CuO, AgO, PdO, NiO, Mn<sub>2</sub>O<sub>3</sub> oder Re<sub>2</sub>O<sub>7</sub> auf ZnO, CaO, BaO, SiO<sub>2</sub> oder Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> beschrieben. In einem Beispiel wird ein Katalysator enthaltend 9,5% Pd und 0,55 Pt auf ZrO<sub>2</sub> eingesetzt. Die Regenerierung der Katalysatoren soll laut Beschreibung bei Temperaturen zwischen 400 und 500 °C stattfinden.

Auch die in der US 6,433,229 B1 beschriebenen Katalysatoren werden unter den dort beschriebenen Bedingungen binnen Stunden deaktiviert. Darüber hinaus ist eine Regenerierung bei Temperaturen zwischen 400 und 500 °C reaktionstechnisch wenig praktikabel, da zur Vermeidung höherer hot-spot-Temperaturen einerseits eine sehr starke

- 5 Verdünnung des sauerstoffhaltigen Gases mit Inertgas erforderlich ist, was die Regenerierung langwierig, mühsam und teuer macht. Darüber hinaus reichen Temperaturen zwischen 400 und 500 °C in der Regel nicht aus, um kohlenstoffhaltige Ablagerungen binnen angemessener Regenerierungszeiten vollständig aus den Katalysatoren, insbesondere aus tiefer liegenden Poresystemen zu entfernen. Andererseits können 10 jedoch höhere hot-spot-Temperaturen zu einer Schädigung der beschriebenen Katalysatoren, beispielsweise durch Sinterung der oxidischen Materialien, führen.

Aufgabe der Erfindung ist es deshalb ein verbessertes Verfahren zur Dehydrierung von Oxofunktionen enthaltenden Kohlenwasserstoffen an Heterogenkatalysatoren in der Gasphase zu finden. Dieses soll insbesondere auch eine einfache und praktikable 15 Regenerierung der Katalysatoren beinhalten.

Gelöst wird die Aufgabe durch ein Verfahren zur Herstellung von alpha, beta-ungesättigten acyclischen oder cyclischen Carbonylverbindungen durch Dehydrierung der entsprechenden gesättigten Carbonylverbindungen in der Gasphase an einem heterogenen Dehydrierungskatalysator, dadurch gekennzeichnet, dass der Dehydrierungskatalysator Platin und/oder Palladium und Zinn auf einem oxidischen Träger enthält.

Die erfindungsgemäß eingesetzten Dehydrierungskatalysatoren weisen im Allgemeinen einen Träger und eine Aktivmasse auf. Der Träger besteht dabei aus einem wärmebeständigen Oxid oder Mischoxid. Bevorzugt enthält der Dehydrierungskatalysator als Träger ein Metalloxid, das ausgewählt ist aus der Gruppe bestehend aus Zirkondioxid, Zinkoxid, Aluminiumoxid, Siliciumdioxid, Titandioxid, Magnesiumoxid, Lanthanoxid, Ceroxid und deren Gemischen. Bevorzugte Träger sind Zirkondioxid und/oder Siliziumdioxid, besonders bevorzugt sind Gemische aus Zirkondioxid und Siliziumdioxid.

Die Aktivmasse des erfindungsgemäß eingesetzten Dehydrierungskatalysators enthält als Aktivmetalle Platin und/oder Palladium. Daneben enthält der Dehydrierkatalysator Zinn. Im Allgemeinen enthält der Dehydrierkatalysator 0,01 bis 2 Gew.-%, bevorzugt 0,1 bis 1, 35 besonders bevorzugt 0,2 bis 0,6 Gew.-% Palladium und/oder Platin und 0,01 bis 10 Gew.-%, bevorzugt 0,2 bis 2 Gew.-%, besonders bevorzugt 0,4 bis 1 Gew.-% Zinn, bezogen auf das Gesamtgewicht des Dehydrierkatalysators. Enthält der Dehydrierungskatalysator Platin

- 3 -

als Aktivmetall, so beträgt das Gewichtsverhältnis Platin: Zinn vorzugsweise 1 bis 3, insbesondere ungefähr 2.

Darüber hinaus kann der Dehydrierungskatalysator ein oder mehrere Elemente der I.  
5 und/oder II. Hauptgruppe aufweisen, bevorzugt Kalium und/oder Cäsium. Weiterhin kann  
der Dehydrierungskatalysator ein oder mehrere Elemente der III. Nebengruppe  
einschließlich der Lanthaniden und Actiniden enthalten, bevorzugt Lanthan und/oder Cer.  
Schließlich kann der Dehydrierungskatalysator ein oder mehrere Elemente der III.  
und/oder weitere Elemente der IV. Hauptgruppe aufweisen, bevorzugt ein oder mehrere  
10 Elemente aus der Gruppe bestehend aus Bor, Gallium, Silizium und Blei.

In einer bevorzugten Ausführungsform enthält der Dehydrierungskatalysator neben  
Palladium und/oder Platin und Zinn zusätzlich mindestens ein Element der I. und/oder II.  
Hauptgruppe und mindestens ein Element der III. Nebengruppe einschließlich der  
15 Lanthaniden und Actiniden.

In vorteilhaften Ausführungsformen enthält die Aktivmasse folgende weitere  
Komponenten:

20 - mindestens ein Element aus der I. oder II. Hauptgruppe, bevorzugt Caesium  
und/oder Kalium mit einem Gehalt von 0 bis 20 Gew.-%, bevorzugt von 0,1 bis  
10 Gew.-%, besonders bevorzugt von 0,2 bis 1,0 Gew.-%, bezogen auf das  
Gesamtgewicht des Katalysators;

25 - mindestens ein Element der III. Nebengruppe einschließlich der Lanthaniden  
und Actiniden, bevorzugt Lanthan und/oder Cer mit einem Gehalt von 0 bis 20 Gew.-  
%, bevorzugt von 0,1 bis 15 Gew.-%, besonders bevorzugt von 0,2 bis 10 Gew.-%,  
insbesondere von 1 bis 5 Gew.-%, bezogen auf das Gesamtgewicht des Katalysators.

30 Der Dehydrierungskatalysator ist bevorzugt halogenfrei.

#### Herstellung des Dehydrierungskatalysators

35 Zur Herstellung der erfindungsgemäß eingesetzten Dehydrierungskatalysatoren können  
Precursoren für Oxide des Zirkons, Siliciums, Aluminiums, Titans, Magnesiums, Lanthans  
oder Cers, die sich durch Calcinieren in die Oxide umwandeln lassen, eingesetzt werden.

- 4 -

Diese können nach bekannten Verfahren, zum Beispiel nach dem Sol-Gel-Verfahren, Fällung der Salze, Entwässern der entsprechenden Säuren, Trockenmischen, Aufschlämmen oder Sprühtrocknen hergestellt werden. Zum Beispiel kann zur Herstellung eines  $ZrO_2 \cdot Al_2O_3 \cdot SiO_2$ -Mischoxides zunächst ein wasserreiches Zirkonoxid der

5 allgemeinen Formel  $ZrO_2 \cdot xH_2O$  durch Fällung eines geeigneten Zirkon enthaltenden Precursors hergestellt werden. Geeignete Precursoren des Zirkons sind zum Beispiel  $Zr(NO_3)_4$ ,  $ZrOCl_2$ , oder  $ZrCl_4$ . Die Fällung selbst erfolgt durch Zugabe einer Base wie zum Beispiel  $NaOH$ ,  $KOH$ ,  $Na_2CO_3$  und  $NH_3$  und ist beispielsweise in der EP-A 0 849 224 beschrieben.

10

Zur Herstellung eines  $ZrO_2 \cdot SiO_2$ -Mischoxides kann der zuvor erhaltene Zirkon enthaltende Precursor mit einem Silizium enthaltenden Precursor gemischt werden. Gut geeignete Precursoren für  $SiO_2$  sind zum Beispiel wasserhaltige Sole des  $SiO_2$  wie Ludox<sup>TM</sup>. Die Mischung der beiden Komponenten kann beispielsweise durch einfaches mechanisches Vermischen oder durch Sprühtrocknen in einem Sprühturm erfolgen.

15

Zur Herstellung eines  $ZrO_2 \cdot SiO_2 \cdot Al_2O_3$ -Mischoxides kann die wie oben beschrieben erhaltene  $SiO_2 \cdot ZrO_2$ -Pulvermischung mit einem Aluminium enthaltenden Precursor versetzt werden. Dies kann zum Beispiel durch einfaches mechanisches Mischen in einem 20 Kneter erfolgen. Die Herstellung  $ZrO_2 \cdot SiO_2 \cdot Al_2O_3$ -Mischoxides kann aber auch in einem einzigen Schritt durch Trockenmischung der einzelnen Precursoren erfolgen.

20

Die Träger für die erfindungsgemäß eingesetzten Dehydrierungskatalysatoren haben unter anderem den Vorteil, dass sie sich leicht verformen lassen. Dazu wird die erhaltene Pulvermischung im Kneter mit einer konzentrierten Säure versetzt und dann in einen Formkörper, z.B. mittels einer Strangpresse oder eines Extruders, überführt.

25

Die erfindungsgemäß eingesetzten Dehydrierungskatalysatoren besitzen in besonderen Ausgestaltungsformen eine definierte Porenstruktur. Bei der Verwendung von Mischoxiden besteht die Möglichkeit der gezielten Beeinflussung der Porenstruktur. Die Korngröße der verschiedenen Precursoren beeinflussen das Porengefüge. So lassen sich beispielsweise über die Verwendung von  $Al_2O_3$  mit einem geringen Glühverlust und einer definierten Korngrößenzusammensetzung Makroporen im Gefüge erzeugen. Bewährt hat sich in diesem Zusammenhang die Verwendung von  $Al_2O_3$  mit einem Glühverlust von etwa 3% (z. B. Puralox®).

35

- 5 -

Eine weitere Möglichkeit zur gezielten Herstellung der Träger mit speziellen Porenradienverteilungen für die erfindungsgemäß eingesetzten Dehydrierungskatalysatoren besteht in der Zugabe verschiedener Polymere während der Herstellung, die durch Calcinierung teilweise oder vollständig entfernt werden, wobei Poren in definierten

- 5 Porenradienbereichen entstehen. Die Mischung der Polymere und der Oxid-Precursoren kann beispielsweise durch einfaches mechanisches Vermischen oder durch Sprühtrocknen in einem Sprühturm erfolgen.

Besonders bewährt zur Herstellung der Träger mit bimodaler Porenradienverteilung hat

- 10 sich die Verwendung von PVP (Polyvinylpyrrolidon). Wird dieses in einem Herstellschritt zu einem oder mehreren Oxid-Precursoren für Oxide der Elemente Zr, Ti, Al oder Si gegeben, so entstehen nach dem Calcinieren Makroporen im Bereich von 200 bis 5000 nm. Ein weiterer Vorteil der Verwendung von PVP ist die leichtere Verformbarkeit des Trägers. So können aus frisch gefälltem wasserhaltigem  $ZrO_2 \cdot x H_2O$ , das vorher bei 120°C getrocknet  
15 wurde unter Zusatz von PVP und Ameisensäure auch ohne weitere Oxid-Precursoren mühelos Stränge mit guten mechanischen Eigenschaften hergestellt werden.

Die Calcinierung der Träger für die erfindungsgemäß eingesetzten

- 20 Dehydrierungskatalysatoren erfolgt zweckmäßigerweise nach dem Aufbringen der Aktivkomponenten und wird bei Temperaturen von 400 bis 1000°C, bevorzugt von 500 bis 700°C, besonders bevorzugt bei 550 bis 650°C und insbesondere bei 560 bis 620°C durchgeführt. Die Calcinierungstemperatur sollte dabei üblicherweise mindestens so hoch sein wie die Reaktionstemperatur der Dehydrierung, bei welcher die erfindungsgemäßen Dehydrierungskatalysatoren eingesetzt werden.

5 Die Träger der erfindungsgemäß eingesetzten Dehydrierungskatalysatoren weisen nach der

- Calcinierung im allgemeinen hohe BET-Oberflächen auf. Die BET-Oberflächen sind im Allgemeinen größer als 40 m<sup>2</sup>/g, bevorzugt größer als 50 m<sup>2</sup>/g, besonders bevorzugt größer als 70 m<sup>2</sup>/g. Das Porenvolumen der erfindungsgemäßen Dehydrierungskatalysatoren beträgt üblicherweise 0,2 bis 0,6 ml/g, bevorzugt 0,25 bis 0,5 ml/g. Der durch Hg-Porosimetrie bestimmmbare mittlere Poredurchmesser der erfindungsgemäßen Dehydrierungskatalysatoren liegt zwischen 3 und 20 nm, bevorzugt zwischen 4 und 15 nm.

- 35 Charakteristisch für die erfindungsgemäß eingesetzten Dehydrierungskatalysatoren ist weiterhin eine bimodale Porenradienverteilung. Die Poren liegen dabei im Bereich bis 20 nm und zwischen 40 und 5000 nm. Bezogen auf das gesamte Porenvolumen des

- 6 -

Dehydrierungskatalysators besitzen diese Poren in Summe mindestens einen Anteil von 70%. Der Anteil an Poren kleiner als 20 nm beträgt dabei im allgemeinen zwischen 20 und 60%, der Anteil an Poren zwischen 40 und 5000 nm beträgt im allgemeinen ebenfalls 20 bis 60%.

5

Die Aufbringung der dehydrieraktiven Komponente erfolgt in der Regel durch Tränkung mit einem geeigneten Metallsalzprecursor. Statt durch Tränkung kann die dehydrieraktive Komponente aber auch durch andere Verfahren wie beispielsweise Aufsprühen des Metallsalzprecursors erfolgen. Geeignete Metallsalzprecursoren sind z.B. die Nitrate, Acetate und Chloride der entsprechenden Metalle, möglich sind auch komplexe Anionen der verwendeten Metalle. Bevorzugt werden Platin als  $H_2PtCl_6$ , Platin(II)oxalat oder  $Pt(NO_3)_2$  und Palladium als Palladium(II)oxalat oder  $Pd(NO_3)_2$  eingesetzt. Als Lösungsmittel für die Metallsalzprecursoren eignet sich Wasser genauso wie organische Lösungsmittel. Besonders geeignet sind Wasser und niedere Alkohole wie Methanol und Ethanol.

10

15

Geeignete Precursoren bei der Verwendung von Edelmetallen als dehydrieraktive Komponente sind auch die entsprechenden Edelmetallsole, die nach einem der bekannten Verfahren, zum Beispiel durch Reduktion eines Metallsalzes in Gegenwart eines Stabilisators wie PVP mit einem Reduktionsmittel hergestellt werden können. Die Herstelltechnik wird in der deutschen Patentanmeldung DE 195 00 366 ausführlich behandelt.

20

Die weiteren Komponenten der Aktivmasse können entweder während der Herstellung des Trägers, zum Beispiel durch gemeinsame Fällung, oder nachträglich, zum Beispiel durch Tränken des Trägers mit geeigneten Precursor-Verbindungen, aufgebracht werden. Als Precursor-Verbindungen verwendet man in der Regel Verbindungen, die sich durch Calcinieren in die entsprechenden Oxide umwandeln lassen. Geeignet sind zum Beispiel Hydroxide, Carbonate, Oxalate, Acetate, Chloride oder gemischte Hydroxycarbonate der entsprechenden Metalle.

25

30

Zum Aufbringen von Alkali- und Erdalkalimetallen setzt man zweckmäßigerweise wässrige Lösungen von Verbindungen ein, die sich durch Calcinieren in die entsprechenden Oxide umwandeln lassen. Geeignet sind zum Beispiel Hydroxide, Carbonate, Oxalate, Acetate oder basische Carbonate der Alkali- bzw. Erdalkalimetalle.

35

Wird der Katalysatorträger mit Metallen der III. Haupt- oder Nebengruppe dotiert, so werden häufig die Hydroxide, Carbonate, Nitrate, Acetate, Formiate oder Oxalate eingesetzt, die sich durch Calcinieren in die entsprechenden Oxide umwandeln lassen,

beispielsweise  $\text{La(OH)}_3$ ,  $\text{La}_3(\text{CO}_3)_2$ ,  $\text{La}(\text{NO}_3)_3$ , Lanthanacetat, Lanthanformiat oder Lanthanoxalat.

- 5 Der Dehydrierungskatalysator kann im Reaktor fest angeordnet oder z.B. in Form eines Wirbelbettes eingesetzt werden und eine entsprechende Gestalt haben. Geeignet sind z.B. Formen wie Splitt, Tabletten, Monolithe, Kugeln, oder Extrudate (Stränge, Wagenräder, Sterne, Ringe).

#### Herstellung eines bevorzugten Katalysatorträgers

- 10 In einer besonders bevorzugten Ausführungsform des erfindungsgemäßen Verfahrens wird ein Katalysatorträger eingesetzt, der dadurch erhältlich ist, dass man Zircondioxidpulver mit einer monomeren, oligomeren oder polymeren Organosiliciumverbindung als Bindemittel, gegebenenfalls einem Porenbildner, gegebenenfalls einer Säure, Wasser sowie gegebenenfalls weiteren Zuschlagstoffen zu einer knetbaren Masse vermischt, die Masse homogenisiert, zu Formkörpern formt, trocknet und calciniert.

- 20 Durch das Vermischen von im wesentlichen monoklinem Zircondioxidpulver, welches eine hohe Oberfläche aufweist, mit einer Organosiliciumverbindung als Bindemittel, welche beim Calcinieren  $\text{SiO}_2$  bildet, Formung zu Formkörpern wie Tabletten, Strängen und Kugeln und Calcinieren der Formkörper lassen sich Katalysatorträger mit hoher mechanischer Stabilität und einer für die Dehydrierung von Carbonylverbindungen sehr gut geeigneten Porenstruktur herstellen. Die erhaltenen Katalysatorträger sind ausreichend stabil, um mehrere hundert oxidative Regenerierzyklen ohne mechanische Schädigung und Aktivitätsverlust zu überstehen.

- 30 Die als Bindemittel eingesetzten Organosiliciumverbindungen sind im Allgemeinen flüssig. Dadurch wird das hochoberflächige Zircondioxid beim Vermischen gleichmäßig mit der Organosiliciumverbindung benetzt, wodurch die Zircondioxidpartikel von der Organosiliciumverbindung umschlossen und teilweise durchtränkt werden. Daraus resultiert eine hohe Bindungsverstärkung zwischen den Zircondioxidpartikeln und eine sehr gute mechanische Stabilität der erhaltenen Katalysatorträger-Formkörper. Beim Calcinieren der Katalysatorträger-Formkörper verbrennen die organischen Reste des siliciumorganischen Bindemittels. Dabei wird  $\text{SiO}_2$  gebildet, welches in der Zircondioxidmatrix sehr fein verteilt vorliegt. Durch die Verbrennung der organischen Reste des siliciumorganischen Bindemittels entstehen zusätzliche Poren. Diese Poren sind aufgrund der gleichmäßigen Verteilung des siliciumorganischen Bindemittels in der

Zircondioxidmatrix ebenfalls sehr gleichmäßig verteilt. Dadurch wird die Gesamtporosität des Katalysatorträgers erhöht. Durch die Gegenwart von  $\text{SiO}_2$  wird zudem eine Stabilisierung des Zircondioxids gegen thermische Sinterung bewirkt. Diese ist umso ausgeprägter, je gleichmäßiger das Siliciumdioxid verteilt ist.

5

Als siliciumorganisches Bindemittel geeignet sind monomere, oligomere oder polymere Silane, Alkoxy silane, Aryloxy silane, Acyloxy silane, Oximino silane, Halogen silane, Aminoxy silane, Amino silane, Amido silane, Silazane oder Silikone, wie sie beispielsweise in Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, Vol. A24, auf den Seiten 21 bis 56 beschrieben sind. Insbesondere gehören dazu die monomeren Verbindung der nachstehenden allgemeinen Formeln (I) bis (VI):

- (Hal)<sub>x</sub>SiR<sub>4-x</sub> (I)
- (Hal)<sub>x</sub>Si(OR<sup>1</sup>)<sub>4-x</sub> (II)
- 15 (Hal)<sub>x</sub>Si(NR<sup>1</sup>R<sup>2</sup>)<sub>4-x</sub> (III)
- R<sub>x</sub>Si(OR<sup>1</sup>)<sub>4-x</sub> (IV)
- R<sub>x</sub>Si(NR<sup>1</sup>R<sup>2</sup>)<sub>4-x</sub> (V)
- (R<sup>1</sup>O)<sub>x</sub>Si(NR<sup>1</sup>R<sup>2</sup>)<sub>4-x</sub> (VI)

20 worin

Hal unabhängig voneinander Halogen (F, Cl, Br oder I),  
 R unabhängig voneinander H oder einen gegebenenfalls substituierten Alkyl-, Alkenyl-, Alkinyl-, Cycloalkyl-, Cycloalkenyl-, Arylalkyl- oder Arylrest,  
 5 R<sup>1</sup>, R<sup>2</sup> unabhängig voneinander H oder einen gegebenenfalls substituierten Alkyl-, Acyl-, Arylalkyl- oder Arylrest, und  
 x 0 bis 4  
 bedeuten.

30 R, R<sup>1</sup> und R<sup>2</sup> können H, einen Alkylrest, vorzugsweise einen C<sub>1</sub>- bis C<sub>6</sub>-Alkylrest, der linear oder verzweigt sein kann, bedeuten. Falls R ein Alkylrest ist, ist R insbesondere Methyl, Ethyl, n-Propyl, iso-Propyl, n-Butyl, sec.-Butyl oder tert.-Butyl, speziell Methyl oder Ethyl. R, R<sup>1</sup> und R<sup>2</sup> können weiterhin einen Arylrest, vorzugsweise Phenyl oder einen Arylalkylrest, vorzugsweise Benzyl, bedeuten.

35 R kann darüber hinaus einen Alkenylrest, vorzugsweise einen C<sub>2</sub>-C<sub>6</sub>-Alkenylrest, insbesondere Vinyl oder Allyl, oder einen Alkinylrest, vorzugsweise Ethinyl, bedeuten.

- 9 -

R<sup>1</sup> und R<sup>2</sup> können darüber hinaus einen Acylrest, vorzugsweise einen C<sub>2</sub>-C<sub>6</sub>-Acylrest, insbesondere einen Acetylrest, bedeuten.

Beispiele für geeignete Organosiliciumverbindungen der allgemeinen Formel (I) sind  
5 SiCl<sub>4</sub>, MeSiCl<sub>3</sub>, Me<sub>2</sub>SiCl<sub>2</sub> und Me<sub>3</sub>SiCl.

Geeignete Organosiliciumverbindungen der allgemeinen Formel (IV) sind beispielsweise Si(OEt)<sub>4</sub>, MeSi(OEt)<sub>3</sub>, Me<sub>2</sub>Si(OEt)<sub>2</sub> und Me<sub>3</sub>SiOEt.

10 Geeignete Verbindungen der allgemeinen Formel (V) sind beispielsweise Me<sub>3</sub>Si(NMeCOMe) und MeSi(NMeCOCH<sub>2</sub>C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>).

Eine geeignete Verbindung der allgemeinen Formel (VI) ist beispielsweise (MeO)<sub>3</sub>SiNMe<sub>2</sub>.

15 Beispiele für geeignete oligomere und polymere Organosiliciumverbindungen sind Methylsilikone und Ethylsilikone.

20 Ganz besonders bevorzugte siliciumorganische Bindemittel sind Methylsilikone, beispielsweise die Silres<sup>®</sup>-Marken der Fa. Wacker.

In einem ersten Schritt vermischt man Zircondioxidpulver mit dem siliciumorganischen Bindemittel, gegebenenfalls einem Porenbildner, gegebenenfalls einer Säure, Wasser sowie gegebenenfalls weiteren Zuschlagstoffen zu einer knetbaren Masse. Vorzugsweise werden

- a) 50 bis 98 Gew.-% Zircondioxidpulver,
- b) 2 bis 50 Gew.-%, besonders bevorzugt 5 bis 20 Gew.-% der Organosilicium-verbindung,
- c) 0 bis 48 Gew.-%, besonders bevorzugt 0 bis 10 Gew.-% Porenbildner, und
- d) 0 bis 48 Gew.-%, besonders bevorzugt 0 bis 10 Gew.-% weitere Zuschlagstoffe,

35 wobei die Summe der Komponenten a) bis d) 100 Gew.-% ergibt,

- 10 -

unter Zusatz von Wasser und einer Säure zu einer knetbaren Masse vermischt.

Das Zircondioxidpulver hat eine hohe Oberfläche, üblicherweise ist es im Wesentlichen monoklines Zircondioxidpulver. Im wesentlichen monoklines Zircondioxidpulver, das zu

5 85 bis 100 Gew.-%, bevorzugt zu 90 bis 100 Gew.-% aus monoklinem Zircondioxid besteht, kann wie in EP-A 0 716 883 beschrieben durch Fällung von Zirconiumsalzen mit Ammoniak hergestellt werden, indem man eine Zirconylnitrat- oder Zirconylchlorid-Lösung zu einer wässrigen Ammoniaklösung zugibt, wobei der pH-Wert von 14 auf 6 absinkt, das Fällungsprodukt auswäscht, trocknet und calciniert. Dazu stellt man zunächst 10 aus Zirconcarbonat und Salzsäure eine möglichst konzentrierte, in der Regel 2 bis 5 mol-%ige Zirconchlorid-Lösung oder bevorzugt aus Zirconcarbonat und Salpetersäure eine möglichst konzentrierte, in der Regel 2 bis 5 mol-%ige Zirconnitrat-Lösung her. Diese Lösung wird in der Regel bei Temperaturen von 20 bis 60 °C unter Kontrolle des pH-Wertes zu einer vorgelegten wässrigen Ammoniak-Lösung (ca. 15 mol-% NH<sub>3</sub>) 15 zugegeben, wobei die Zugabe bei einem pH-Wert von 6 bis 8 beendet wird und der pH-Wert nicht unter 6 fallen darf. Daran schließt sich eine Nachführzeit von im allgemeinen 30 bis 600 min an.

Das Fällungsprodukt wird beispielsweise auf einer Filterpresse ausgewaschen und von

20 Ammoniumsalzen im wesentlichen befreit, getrocknet und bei einer Temperatur von 300 bis 600 °C, bevorzugt von 400 bis 500 °C und einem Druck von 0,05 bis 1 bar an Luft calciniert. Gelegentlich enthält das so hergestellte, im wesentlichen monokline Zircondioxid noch geringe Mengen der tetragonalen oder kubischen Modifikation. Den Anteil an der tetragonalen bzw. kubischen Modifikation kann man bis zur röntgenographischen Nachweisgrenze reduzieren, wenn vor der Calcinierung eine Trocknung unter einem Wasserdampfpartialdruck von 0,2 bis 0,9 bar durchgeführt wird. Die Trocknung erfordert beispielsweise bei 120 °C ca. 16 Stunden.

Üblicherweise wird dem Zircondioxidpulver und der Organosiliciumverbindung Wasser 25 zugesetzt, um eine knetbare Masse zu erhalten.

Ferner kann der Katalysatorträgermasse eine Säure zugesetzt werden. Diese bewirkt eine Peptisierung der Knetmasse. Geeignete Säuren sind beispielsweise Salpetersäure und Essigsäure, bevorzugt ist Salpetersäure.

35

Die Katalysatorträgermasse enthält üblicherweise einen Porenbildner. Geeignete Porenbildner sind beispielsweise Polyalkylenoxide wie Polyethylenoxid, Kohlenhydrate

- 11 -

wie Cellulose und Zucker, Naturfasern, Pulp oder synthetische Polymere wie Polyvinylalkohol.

Die Katalysatorträger-Formmasse kann ferner weitere Zuschlagstoffe enthalten. Weitere  
5 Zuschlagstoffe sind beispielsweise bekannte, die Rheologie beeinflussende Verbindungen.

Die Komponenten a) bis f) werden in üblichen Mischapparaturen vermischt und  
homogenisiert. Geeignete Mischapparaturen sind beispielsweise Kneter, Kollergänge und  
Mix-Muller, die eine gute Durchmischung und Homogenisierung der anfangs  
10 inhomogenen knetbaren Masse gewährleisten. Anschließend wird die Katalysatorträger-  
Formmasse zu Formkörpern geformt, beispielsweise durch Extrudieren zu Strängen oder  
Hohlträgern.

Die Katalysatorträger-Formkörper werden üblicherweise anschließend getrocknet. Die  
15 Trocknung wird beispielsweise bei einer Temperatur von 90 bis 120 °C über einen  
Zeitraum von 10 bis 100 Stunden durchgeführt.

Anschließend wird der getrocknete Katalysatorträger-Formkörper calciniert. Die  
Calcinierung erfolgt üblicherweise bei einer Temperatur von 300 bis 800 °C, bevorzugt  
20 von 400 bis 600 °C über einen Zeitraum von 0,5 bis 6 Stunden. Die Calcinierung wird  
vorzugsweise an Luft und bei Atmosphärendruck durchgeführt.

Die Calcinierung der mit dem betreffenden Metallsalzlösungen imprägnierten  
Katalysatorträger erfolgt üblicherweise bei einer Temperatur von 350 bis 650 °C über  
einen Zeitraum von 0,5 bis 6 Stunden.

#### Regenerierung des Dehydrierungskatalysators

Bei der erfindungsgemäßen Dehydrierung von Carbonylverbindungen werden mit der Zeit  
30 geringe Mengen an schwiersiedenden, hochmolekularen organischen Verbindungen oder  
Kohlenstoff gebildet, die sich auf der Katalysatoroberfläche und in den Poren abscheiden  
und den Katalysator mit der Zeit deaktivieren.

Gebrauchten Dehydrierkatalysatoren werden üblicherweise durch Spülen mit Inertgas,  
35 Durchleiten eines sauerstoffhaltigen Gasgemisches, Spülen mit Inertgas und anschließender  
Aktivierung mit Wasserstoff regeneriert, wobei bei Atmosphärendruck gearbeitet wird. In  
dem Verfahren gemäß US 5,087,792 wird der Katalysator durch Spülen mit Inertgas,

- 12 -

Durchleiten eines sauerstoffhaltigen Gasgemischs, Spülen mit Inertgas und anschließendem Durchleiten eines HCl/Sauerstoff-Gemischs zur Redispergierung des Aktivmetalls (Palladium) auf dem Träger regeneriert.

5 Vorzugsweise umfasst das Regenerierungsverfahren den nachstehenden Schritt (b):

(b) Durchleiten eines sauerstoffhaltigen Gasgemischs enthaltend ein Inertgas bei einem Druck von 0,5 bis 20 bar und einer Gasbelastung von 1000 bis 50 000 h<sup>-1</sup> über einen Zeitraum von 0,25 bis 24 h unter stufenweiser oder kontinuierlicher Erhöhung der Sauerstoffkonzentration von einem Anfangswert von 0,01 bis 1 Vol.-% O<sub>2</sub> bis auf einen Endwert von 10 bis 25 Vol.-% O<sub>2</sub>.

10

Üblicher Weise wird vor Durchführung von Schritt (b) zunächst der Schritt (a) durchgeführt:

15

(a) Spülen mit Inertgas bei einem Druck von 0,5 bis 2,0 bar und einer Gasbelastung von 1000 bis 50 000 h<sup>-1</sup>.

20

(c) gegebenenfalls Durchleiten eines sauerstoffhaltigen Gasgemischs enthaltend ein Inertgas bei einem Druck von 0,5 bis 20 bar und einer Gasbelastung von 10 bis 500 h<sup>-1</sup> über einen Zeitraum von 0,25 bis 100 h, wobei die Sauerstoffkonzentration 10 bis 25 Vol.-% O<sub>2</sub> beträgt.

25

(d) gegebenenfalls wiederholte schnelle entgegengesetzte Druckänderung um einen Faktor 2 bis 20 innerhalb des Bereichs von 0,5 bis 20 bar.

Üblicher Weise wird nach Schritt (b), (c) bzw. (d) der Schritt (e) durchgeführt.

30

(e) Spülen mit einem Inertgas oder Wasserdampf.

Vorzugsweise wird zuletzt noch der Schritt (f) durchgeführt.

35

(f) Aktivierung des Katalysators mit Wasserstoff.

Üblicher Weise wird mindestens einer der Schritte (c) oder (d) durchgeführt wird und das gesamte Regenerierungsverfahren bei einer Temperatur von 300 bis 800 °C durchgeführt. Die Schritte (b) und gegebenenfalls (c) werden vorzugsweise bei einer Temperatur oberhalb von 500 °C durchgeführt.

5

Der Dehydrierungskatalysator liegt vorzugsweise in einem Dehydrierungsreaktor eingebaut vor. Er kann jedoch auch in einem separaten Regenerierungsreaktor regeneriert werden.

10

In Schritt (a) wird vorzugsweise so lange mit Inertgas gespült, bis das Spülgas im wesentlichen keine Spuren von Dehydrierungsprodukt und Wasserstoff mehr enthält, das heißt solche Spuren mit den gängigen analytischen Methoden, beispielsweise gaschromatographisch, nicht mehr nachweisbar sind. Im Allgemeinen ist dazu bei einem Druck von 0,5 bis 2,0 bar und einer Gasbelastung von 1000 bis 50 000 h<sup>-1</sup> ein Spülen über einen Zeitraum von 0,1 bis 24 h erforderlich. Der Druck beträgt vorzugsweise 1 bis 1,5 bar, die Gasbelastung vorzugsweise 2000 bis 20 000 h<sup>-1</sup>. Die Dauer des Spülschritts beträgt vorzugsweise 0,1 bis 6 Stunden. Als Inertgas wird im allgemeinen Stickstoff eingesetzt. Das Spülgas kann darüber hinaus Wasserdampf in Mengen von beispielsweise 10 bis 90 Vol.-% enthalten.

20

In Schritt (b) wird ein sauerstoffhaltiges Gasgemisch durch die Katalysatorschüttung durchgeleitet, um die oberflächlichen Koksablagerungen auf den Katalysatorpartikeln abzubrennen. Als sauerstoffhaltiges Gasgemisch wird vorzugsweise verdünnte Luft eingesetzt, die neben einem Inertgas auch Wasserdampf, beispielsweise in Mengen von 10 bis 90 Vol.-%, enthalten kann. Der Sauerstoffgehalt wird dabei sukzessive erhöht, im Allgemeinen von einer Ausgangskonzentration von 0,01 - 1 Vol.-%, beispielsweise 0,1 Vol.-%, auf eine Endkonzentration von 10 bis 25 Vol.-%. Enthält das sauerstoffhaltige Gas keinen Wasserdampf und wird mit Luft gearbeitet, so beträgt die Endkonzentration im Allgemeinen ca. 21 Vol.-%. Wesentlich ist, dass bei einem Druck deutlich oberhalb des Druckes, der während der Dehydrierung herrscht, gearbeitet wird. Der Druck beträgt vorzugsweise 3 bis 7 bar, beispielsweise 4 bis 6 bar. Die Behandlungsdauer liegt vorzugsweise bei 0,5 bis 12 h, beispielsweise bei 1 bis 9 h. Im Allgemeinen wird mit einer hohen Gasbelastung gearbeitet. Diese liegt vorzugsweise bei 2000 bis 20 000 h<sup>-1</sup>.

30

35

In Schritt (c) wird ein sauerstoffhaltiges Gasgemisch durch die Katalysatorschüttung geleitet, welches einen hohen Sauerstoffanteil aufweist. Vorzugsweise wird dazu Luft eingesetzt. Das sauerstoffhaltige Gasgemisch kann Wasserdampf enthalten, beispielsweise

in Mengen von 10 bis 90 Vol.-%. In diesem Schritt wird in den Poren der Katalysatorpartikel abgelagerter Koks abgebrannt. Dabei wird bei niedrigen Gasbelastungen von im allgemeinen 10 bis  $500 \text{ h}^{-1}$ , vorzugsweise 20 bis  $100 \text{ h}^{-1}$  gearbeitet. Der Druck ist unkritisch, er kann gleich dem Druck in Schritt (b) oder niedriger sein. Im Allgemeinen beträgt er 0,5 bis 20 bar, bevorzugt 1 bis 5 bar.

In Schritt (d) wird der Druck wiederholt schnell entgegengesetzt geändert, es folgt also in kurzen Zeitabständen Druckerhöhung auf Druckerniedrigung. Auf diese Weise kann in den Poren gebildetes  $\text{CO}_2$  wirksam entfernt werden. Vorzugsweise wird der Druck 2 bis 20 mal um einen Faktor 2 bis 5 innerhalb des Bereichs von 1 bis 5 bar geändert. Beispielsweise werden insgesamt 3 Druckerhöhungen und -erniedrigungen von 1 auf 5 bzw. 5 auf 1 bar durchgeführt. Die Gesamtdauer aller Druckerhöhungs- und Druckerniedrigungsschritte beträgt vorzugsweise 0,1 bis 1 h. Damit sich der Druck in dem Reaktor schnell aufbaut, ist die Gasbelastung nicht zu niedrig zu wählen und beträgt im allgemeinen  $100$  bis  $50\,000 \text{ h}^{-1}$ , vorzugsweise  $1000$  bis  $20\,000 \text{ h}^{-1}$ .

Schritt (c) und Schritt (d) können alternativ durchgeführt werden, üblicher Weise wird zumindest einer dieser Schritte durchgeführt. Schritt (d) wird insbesondere dann durchgeführt, wenn Schritt (c) über einen kurzen Zeitraum von beispielsweise 0,25 bis 5 h durchgeführt wurde. Wird Schritt (c) über einen längeren Zeitraum von beispielsweise 20 bis 100 h durchgeführt, kann auf Schritt (d) verzichtet werden.

In Schritt (e) wird mit Inertgas wie Stickstoff oder Argon oder Wasserdampf gespült, vorzugsweise über einen Zeitraum von 1 min bis 1 h. Darauf folgt in Schritt (f) die an sich bekannte Aktivierung des Katalysators mit Wasserstoff. Sie kann mit reinem Wasserstoff oder mit einem wasserstoffhaltigen Gas, das ein Inertgas und/oder Wasserdampf, beispielsweise in Mengen von 10 bis 90 Vol.-%, enthalten kann, durchgeführt werden. Vorzugsweise wird die Aktivierung bei Normaldruck über einen Zeitraum von 10 min bis 2 h durchgeführt.

30

In allen Schritten (a) bis (f) beträgt die Temperatur in der Regel 300 bis 800 °C, vorzugsweise 400 bis 700 °C. Die Schritte (b) und (c) werden vorzugsweise bei einer Temperatur oberhalb von 500 °C durchgeführt.

- 15 -

### Dehydrierung

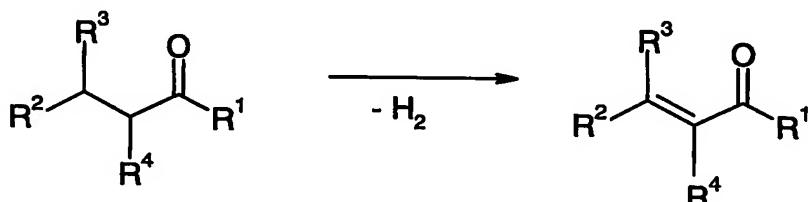
Die Gasphasen-Dehydrierung der Carbonylverbindung erfolgt als sogenannten nicht-oxidative Dehydrierung. Dabei wird die entsprechende gesättigte Carbonylverbindung in

- 5 einem Dehydrierreaktor an dem dehydrieraktiven Katalysator zumindest teilweise zu der alpha, beta-ungesättigten Carbonylverbindung dehydriert, wobei gegebenenfalls auch mehrfach ungesättigte Produkte gebildet werden können. Daneben fallen Wasserstoff und in geringen Mengen auch niedermolekulare Nebenprodukte wie Methan, Ethan, Ethen, Propan und Propen an. Je nach Fahrweise der Dehydrierung können außerdem 10 Kohlenstoffoxide (CO, CO<sub>2</sub>), Wasser und Stickstoff im Produktgasgemisch enthalten sein. Daneben liegt im Produktgasgemisch in der Regel auch noch nicht umgesetztes Edukt vor.

Als cyclischen oder acyclischen Carbonylverbindungen können cyclische oder acyclische Aldehyde oder Ketone dehydriert werden. Beispiele für acyclische Aldehyde und Ketone,

- 15 die nach dem erfindungsgemäßen Verfahren zu den entsprechenden alpha, beta-ungesättigten Verbindungen dehydriert werden können, sind Propionaldehyd, Butyraldehyd, Valeraldehyd, iso-Valeraldehyd, Butanon, 2-Pantanon und 2-Hexanon. Die Dehydrierung folgt dabei dem folgenden allgemeinen Reaktionsschema:

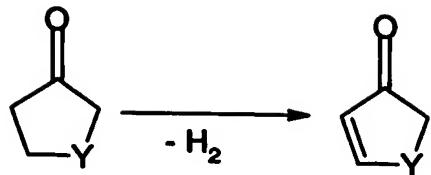
20



- wobei R<sup>1</sup> H oder Methyl, R<sup>2</sup> H, Methyl oder Ethyl und R<sup>3</sup> und R<sup>4</sup> unabhängig voneinander 25 H, C<sub>1</sub>-C<sub>4</sub>-Alkyl (Methyl, Ethyl, 1-Propyl, 2-Propyl, n-Butyl, iso-Butyl, sec-Butyl, tert.-Butyl) oder gegebenenfalls substituiertes Phenyl oder Pyridyl bedeuten.

- Als cyclische Ketone können nach dem erfindungsgemäßen Verfahren beispielsweise 30 Cylopantanone, Cyclohexanone und Cycloheptanone dehydriert werden. Die Dehydrierung der cyclischen Ketone folgt dem allgemeinen Reaktionsschema:

- 16 -



wobei Y -CH<sub>2</sub>-, -CH<sub>2</sub>CH<sub>2</sub>- oder -CH<sub>2</sub>CH<sub>2</sub>CH<sub>2</sub>- bedeutet.

5

Die nicht-oxidative katalytische Dehydrierung kann mit oder ohne sauerstoffhaltigem Gas als zusätzlichem Einsatzgasstrom durchgeführt werden.

0

Ein Merkmal der nicht-oxidativen Fahrweise gegenüber einer oxidativen Fahrweise ist das Vorhandensein von Wasserstoff im Austragsgas. Bei der oxidativen Dehydrierung wird kein freier Wasserstoff in wesentlichen Mengen gebildet.

- 15 Die nicht-oxidative katalytische Dehydrierung kann grundsätzlich in allen aus dem Stand der Technik bekannten Reaktortypen und Fahrweisen durchgeführt werden. Eine vergleichsweise ausführliche Beschreibung von erfindungsgemäß geeigneten Dehydrierverfahren enthält auch „Catalytica® Studies Division, Oxidative Dehydrogenation and Alternative Dehydrogenation Processes“ (Study Number 4192 OD, 1993, 430 Ferguson Drive, Mountain View, California, 94043-5272, USA).
- 20 Eine geeignete Reaktorform ist der Festbettrohr- oder Rohrbündelreaktor. Bei diesen befindet sich der Katalysator (Dehydrierungskatalysator und, bei Arbeiten mit Sauerstoff als zusätzlichem Einsatzgasstrom, gegebenenfalls spezieller Oxidationskatalysator) als Festbett in einem Reaktionsrohr oder in einem Bündel von Reaktionsrohren. Die Reaktionsrohre werden üblicherweise dadurch indirekt beheizt, dass in dem die Reaktionsrohre umgebenden Raum ein Gas, z.B. ein Kohlenwasserstoff wie Methan, verbrannt wird oder ein Wärmeträgermedium (Salzbad, Wälzgas etc.) eingesetzt wird. Es kann auch eine elektrische Beheizung der Reaktionsrohre mit Heizmanschetten erfolgen. Übliche Reaktionsrohr-Innendurchmesser betragen etwa 10 bis 15 cm. Ein typischer Dehydrierrohrbündelreaktor umfasst ca. 10 bis 10000 Reaktionsrohre, bevorzugt ca. 10 bis 25
- 25 200 Reaktionsrohre. Die Temperatur im Reaktionsrohrinneren bewegt sich üblicherweise im Bereich von 300 bis 1200°C, vorzugsweise im Bereich von 400 bis 600°C. Der Arbeitsdruck liegt üblicherweise zwischen 0,5 und 8 bar, häufig zwischen 1 und 2 bar bei Verwendung einer geringen Wasserdampfverdünnung (analog dem Linde-Verfahren zur Propan-Dehydrierung), aber auch zwischen 3 und 8 bar bei Verwendung einer hohen
- 30

Wasserdampfverdünnung (analog dem sogenannten „steam active reforming process“ (STAR-Prozess) zur Dehydrierung von Propan oder Butan von Phillips Petroleum Co., siehe US 4,902,849, US 4,996,387 und US 5,389,342). Typische Katalysatorbelastungen (GSHV) liegen bei 500 bis 2000 h<sup>-1</sup>, bezogen auf eingesetzten Kohlenwasserstoff. Die

- 5 Katalysatorgeometrie kann beispielsweise kugelförmig oder zylindrisch (hohl oder voll) sein.

Die nicht-oxidative katalytische Dehydrierung kann auch, wie in Chem. Eng. Sci. 1992 b, 47 (9-11) 2313 beschrieben, heterogen katalysiert im Wirbelbett durchgeführt werden.

- 10 Zweckmäßigerweise werden dabei zwei Wirbelbetten nebeneinander betrieben, von denen sich eines in der Regel im Zustand der Regenerierung befindet. Der Arbeitsdruck beträgt typischerweise 1 bis 2 bar, die Dehydriertemperatur in der Regel 550 bis 600°C. Die für die Dehydrierung erforderliche Wärme wird dabei in das Reaktionssystem eingebracht, indem der Dehydriertkatalysator auf die Reaktionstemperatur vorerhitzt wird. Durch die 15 Zumischung eines Sauerstoff enthaltenden zusätzlichen Einsatzgasstroms (Co-Feed) kann auf die Vorerhitzer verzichtet werden, und die benötigte Wärme direkt im Reaktorsystem durch Verbrennung von Wasserstoff in Gegenwart von Sauerstoff erzeugt werden. Gegebenenfalls kann zusätzlich ein Wasserstoff enthaltender Co-Feed zugemischt werden.

- 20 Die nicht-oxidative katalytische Dehydrierung kann mit oder ohne sauerstoffhaltigem Gas als Co-Feed in einem Hordenreaktor durchgeführt werden. Dieser enthält ein oder mehrere aufeinanderfolgende Katalysatorbetten. Die Anzahl der Katalysatorbetten kann 1 bis 20, zweckmäßigerweise 1 bis 6, bevorzugt 1 bis 4 und insbesondere 1 bis 3 betragen. Die Katalysatorbetten werden vorzugsweise radial oder axial vom Reaktionsgas durchströmt. Im Allgemeinen wird ein solcher Hordenreaktor mit einem Katalysatorfestbett betrieben. Im einfachsten Fall sind die Katalysatorfestbetten in einem Schachtofenreaktor axial oder in den Ringspalten von konzentrisch angeordneten zylindrischen Gitterrosten angeordnet. Ein Schachtofenreaktor entspricht einer Horde. Die Durchführung der Dehydrierung in einem einzelnen Schachtofenreaktor entspricht einer bevorzugten Ausführungsform, wobei 30 mit sauerstoffhaltigem Co-Feed gearbeitet werden kann. In einer weiteren bevorzugten Ausführungsform wird die Dehydrierung in einem Hordenreaktor mit 3 Katalysatorbetten durchgeführt. Bei einer Fahrweise ohne sauerstoffhaltigem Gas als Co-Feed wird das Reaktionsgasgemisch im Hordenreaktor auf seinem Weg von einem Katalysatorbett zum nächsten Katalysatorbett einer Zwischenerhitzung unterworfen, z.B. durch Überleiten über 35 mit heißen Gasen erhitze Wärmeaustauscherflächen oder durch Durchleiten durch mit heißen Brenngasen beheizte Rohre.

In einer Ausführungsform des erfindungsgemäßen Verfahrens wird die nicht-oxidative katalytische Dehydrierung autotherm durchgeführt. Dazu wird dem Reaktionsgasgemisch in mindestens einer Reaktionszone zusätzlich Sauerstoff zugemischt und der in dem Reaktionsgasgemisch enthaltene Wasserstoff und/oder Kohlenwasserstoff zumindest

- 5 teilweise verbrannt, wodurch zumindest ein Teil der benötigten Dehydrierwärme in der mindestens einen Reaktionszone direkt in dem Reaktionsgasgemisch erzeugt wird.

Im allgemeinen wird die Menge des dem Reaktionsgasgemisch zugesetzten 10 sauerstoffhaltigen Gases so gewählt, dass durch die Verbrennung von im Reaktionsgasgemisch vorhandenen Wasserstoff und gegebenenfalls von den im

Reaktionsgasgemisch vorliegenden Carbonylverbindungen und/oder von in Form von Koks vorliegendem Kohlenstoff die für die Dehydrierung benötigte Wärmemenge erzeugt wird. Im Allgemeinen beträgt die insgesamt zugeführte Sauerstoffmenge, bezogen auf die Gesamtmenge der Carbonylverbindungen, 0,001 bis 0,5 mol/mol, bevorzugt 0,005 bis 0,2

- 15 mol/mol, besonders bevorzugt 0,05 bis 0,2 mol/mol. Sauerstoff kann entweder als reiner Sauerstoff oder als sauerstoffhaltiges Gas im Gemisch mit Inertgasen, beispielsweise in Form von Luft, eingesetzt werden. Die Inertgase und die resultierenden Verbrennungsgase wirken im Allgemeinen zusätzlich verdünnend und fördern damit die heterogen katalysierte Dehydrierung.

20

Der zur Wärmeerzeugung verbrannte Wasserstoff ist der bei der katalytischen Dehydrierung gebildete Wasserstoff sowie gegebenenfalls dem Reaktionsgasgemisch als wasserstoffhaltiges Gas zusätzlich zugesetzter Wasserstoff. Vorzugsweise sollte soviel Wasserstoff zugegen sein, dass das Molverhältnis  $H_2/O_2$  im Reaktionsgasgemisch unmittelbar nach der Einspeisung von Sauerstoff 1 bis 10, bevorzugt 2 bis 5 mol/mol beträgt. Dies gilt bei mehrstufigen Reaktoren für jede Zwischeneinspeisung von sauerstoffhaltigem und gegebenenfalls wasserstoffhaltigem Gas.

- 30 Die Wasserstoffverbrennung erfolgt katalytisch. Der eingesetzte Dehydrierungskatalysator katalysiert im Allgemeinen auch die Verbrennung der Carbonylverbindung und von Wasserstoff mit Sauerstoff, so dass grundsätzlich kein von diesem verschiedener spezieller Oxidationskatalysator erforderlich ist. In einer Ausführungsform wird in Gegenwart eines oder mehrerer Oxidationskatalysatoren gearbeitet, die selektiv die Verbrennung von Wasserstoff zu Sauerstoff in Gegenwart der Carbonylverbindung katalysieren. Die Verbrennung der Carbonylverbindung mit Sauerstoff zu CO, CO<sub>2</sub> und Wasser läuft dadurch nur in untergeordnetem Maße ab. Vorzugsweise liegen der
- 35

**Dehydrierungskatalysator und der Oxidationskatalysator in verschiedenen Reaktionszonen vor.**

Bei mehrstufiger Reaktionsführung kann der Oxidationskatalysator in nur einer, in  
5 mehreren oder in allen Reaktionszonen vorliegen.

Bevorzugt ist der Katalysator, der selektiv die Oxidation von Wasserstoff katalysiert, an  
den Stellen angeordnet, an denen höhere Sauerstoffpartialdrucke herrschen als an anderen  
Stellen des Reaktors, insbesondere in der Nähe der Einspeisungsstelle für das  
10 sauerstoffhaltige Gas. Die Einspeisung von sauerstoffhaltigem Gas und/oder  
wasserstoffhaltigem Gas kann an einer oder an mehreren Stelle des Reaktors erfolgen.

In einer Ausführungsform des erfindungsgemäßen Verfahrens erfolgt eine  
Zwischeneinspeisung von sauerstoffhaltigem Gas und von wasserstoffhaltigem Gas vor  
15 jeder Horde eines Hordenreaktors. In einer weiteren Ausführungsform des  
erfindungsgemäßen Verfahrens erfolgt die Einspeisung von sauerstoffhaltigem Gas und  
von wasserstoffhaltigem Gas vor jeder Horde außer der ersten Horde. In einer  
Ausführungsform ist hinter jeder Einspeisungsstelle eine Schicht aus einem speziellen  
Oxidationskatalysator vorhanden, gefolgt von einer Schicht aus dem  
20 Dehydrierungskatalysator. In einer weiteren Ausführungsform ist kein spezieller  
Oxidationskatalysator vorhanden. Die Dehydriertemperatur beträgt im allgemeinen 400 bis  
1100 °C, der Druck im letzten Katalysatorbett des Hordenreaktors im Allgemeinen 0,2 bis  
5 bar, bevorzugt 1 bis 3 bar. Die Belastung (GSHV) beträgt im allgemeinen 500 bis 2000  
h<sup>-1</sup>, bei Hochlastfahrweise auch bis zu 100 000 h<sup>-1</sup>, bevorzugt 4000 bis 16 000 h<sup>-1</sup>.

Ein bevorzugter Katalysator, der selektiv die Verbrennung von Wasserstoff katalysiert,  
enthält Oxide und/oder Phosphate, ausgewählt aus der Gruppe bestehend aus den Oxiden  
und/oder Phosphaten von Germanium, Zinn, Blei, Arsen, Antimon oder Bismut. Ein  
weiterer bevorzugter Katalysator, der die Verbrennung von Wasserstoff katalysiert, enthält  
30 ein Edelmetall der VIII. und/oder I. Nebengruppe.

#### Aufarbeitung des Dehydrieraustrags

Die Aufarbeitung des Dehydrieraustrages kann kontinuierlich oder diskontinuierlich  
35 erfolgen.

Der Reaktionsaustrag der Dehydrierung besteht im wesentlichen aus der alpha, betauingesättigten Carbonylverbindung, nicht umgesetzter Eduktverbindung, Wasser, Wasserstoff, CO, CO<sub>2</sub> sowie leicht siedenden Kohlenwasserstoffen wie Methan, Ethen, Ethan, Propen und Propan. Leichtsiedende Bestandteile des Reaktoraustrages können in

5 einem Kondensator abgetrennt werden, wobei als Kondensat ein Gemisch aus Wasser, Produkt und Edukt erhalten wird. Wegen der hohen Polarität der Edukt- und Produkt-Carbonylverbindungen kommt es häufig zu keiner oder nur schlechter Phasentrennung in organische und wässrige Phase. In diesem Fall kann die Aufarbeitung eine Extraktion des wässrigen Kondensats mit einem organischen Extraktionsmittel umfassen. Dabei wird  
10 vorzugsweise ein Extraktionsmittel eingesetzt, das entweder einen deutlich höheren oder einen deutlich niedrigeren Siedepunkt als Edukt und Produkt aufweist. Anschließend wird in einer Destillation das Extraktionsmittel wieder gewonnen. Das verbleibende Edukt/Produkt-Gemisch wird anschließend in einer weiteren Destillation aufgetrennt. Vorzugsweise wird das wieder gewonnene Edukt in die Dehydrierung zurückgeführt. Beim  
15 Vorliegen von Azeotropen zwischen Wasser und dem Edukt und/oder Produkt wird das Extraktionsmittel bevorzugt so gewählt, dass es beim Abdestillieren zugleich das in der organischen Phase verbliebene Wasser mit herausschleppt. Alternativ kann an Stelle einer Extraktion Wasser auch durch Azeotropdestillation mit einem geeigneten Schleppmittel wie beispielsweise Cyclohexan abgetrennt werden.

20 Die Aufarbeitung kann wie in der Figur für die Dehydrierung von Cyclopentanon zu 2-Cyclopenten-1-on beispielhaft dargestellt erfolgen. Cyclopentanon (1) und Wasser/Dampf-Gemisch (2) werden dem Verdampfer (3) zugeführt und gemeinsam verdampft. In das gasförmige Cyclopentanon/Wasserdampf-Gemisch werden Wasserstoff (4) und optional Sauerstoff oder ein sauerstoffhaltiges Gas (5) eingespeist und das Gasgemisch wird dem Dehydrierreaktor (6) zugeführt. Der Reaktoraustrag (7) enthält im wesentlichen das Dehydrierprodukt 2-Cyclopenten-1-on, nicht umgesetztes Cyclopentanon, Wasserdampf, Wasserstoff, CO, CO<sub>2</sub> sowie leichtsiedende Kohlenwasserstoffe wie Methan. In dem Kondensator (8) werden Leichtsieder (9) wie Wasserstoff, CO, CO<sub>2</sub> und Methan abgetrennt. Das Kondensat (10) besteht im Wesentlichen aus Wasser, 2-Cyclopenten-1-on und Cyclopentanon. In einer nachfolgenden Extraktionsstufe (11) werden die organischen Bestandteile des Kondensats (10) mit einem organischen Extraktionsmittel (15) extrahiert. Geeignete organische Extraktionsmittel sind beispielsweise Ethylacetat, Methyl-tert.-butylether und Dichlormethan. Die die Extraktionsstufe (11) verlassende wässrige Phase kann zumindest teilweise als Teilstrom (12a) in die Dehydrierung zurückgeführt werden. Die die Extraktionsstufe verlassende organische Phase (13), die im wesentlichen aus 2-Cyclopenten-1-on, Cyclopentanon und organischem Extraktionsmittel besteht, wird der  
30  
35

Destillationskolonne (14) zugeführt, in der das organische Extraktionsmittel, beispielsweise bei einem Druck von 150 mbar, über Kopf abgezogen und so wieder gewonnen wird. Um die Anreicherung von Nebenprodukten zu vermeiden, wird ein Teilstrom (15a) („Purge-Strom“) des wieder gewonnenen Extraktionsmittels von dem 5 Hauptstrom (15) abgetrennt. Der im wesentlichen aus Cyclopentanon und 2-Cyclopenten-1-on bestehende Sumpfabzugsstrom (16) wird in einer weiteren Destillationskolonne (17), bevorzugt unter verminderter Druck, beispielsweise bei 70 mbar, in Cyclopentanon 18 als Kopfprodukt und 2-Cyclopenten-1-on (19) als Sumpfprodukt aufgetrennt. Das Cyclopentanon 18 wird in die Dehydrierung zurückgeführt. Das Roh-Produkt (19) wird in 10 einer nachgeschalteten Reindestillationskolonne (20) durch Destillation weiter aufgereinigt, wobei das Reinprodukt als Kopfabzugsstrom (21) gewonnen wird. Die Reindestillationskolonne (20) wird bevorzugt bei verminderter Druck, beispielsweise von 30 mbar, betrieben. Dabei werden Sumpfverflüssiger (22), beispielsweise Propylencarbonat oder Fettalkoholethoxylate, zugesetzt. Hochsiedende Verunreinigungen 15 werden mit dem Sumpfverflüssiger als Sumpfabzugsstrom (23) („Purge-Strom“) entfernt.

Die Erfindung wird durch die nachstehenden Beispiele näher erläutert.

## 20 Beispiele

### Beispiel 1

#### Herstellung des Dehydrierkatalysators

1000 g eines gesplitteten  $ZrO_2 \cdot SiO_2$ -Mischoxides der Firma Norton (Siebfaktion 1,6 bis 2 mm) wurden mit einer Lösung von 11,992 g  $SnCl_2 \cdot 2H_2O$  und 7,888 g  $H_2PtCl_6 \cdot 6H_2O$  in 5950 ml Ethanol übergossen.

30 Das überstehende Ethanol wurde am Rotationsverdampfer abgezogen. Anschließend wurde 15 h bei 100 °C getrocknet und 3 h bei 560 °C calciniert. Danach wurde der erhaltene Katalysator mit einer Lösung von 7,68 g  $CsNO_3$ , 13,54 g  $KNO_3$  und 98,329 g  $La(NO_3)_3 \cdot 6H_2O$  in 23 ml  $H_2O$  übergossen. Das überstehende Wasser wurde am 35 Rotationsverdampfer abgezogen. Anschließend wurde 15 h bei 100 °C getrocknet und 3 h bei 560 °C calciniert.

Der Katalysator hatte eine BET-Oberfläche von 85 m<sup>2</sup>/g. Quecksilber-Porosimetrie-Messungen ergaben ein Porenvolumen von 0,29 ml/g.

## 5 Beispiel 2

### Dehydrierung von Cyclopentanon zu 2-Cyclopentenon

Über einen Verdampfer werden Cyclopentanon und Wasser gemeinsam verdampft und in einem koninuerlichen Verfahren in einem Rohrreaktor bei 500 °C an dem Katalysator aus Beispiel 1 dehydriert. Das Massenverhältnis der Zuläufe Wasserdampf : Cyclopentanon beträgt 1 : 1. Der Katalysator wird mit einer LHSV von 1,25/h belastet. Die LHSV ist definiert als Strom Cyclopentanon (definiert als flüssiger Volumenstrom bei Standardbedingungen) pro Volumen der Katalysatorschüttung.

Der Reaktoraustrag wird an einem Kühler bei 0 °C verflüssigt und von nicht kondensierten gasförmigen Bestandteilen getrennt. Der verflüssigte Reaktionsaustrag, der zu ca. 50 % Wasser enthält, wird mit Ethylacetat extrahiert. Nach Trennung der beiden Phasen wird die organische Phase, die im Wesentlichen aus dem Extraktionsmittel, Cyclopentanon und Cyclopentenon besteht, einer fraktionierten Destillation unterworfen.

Zunächst wird unter verminderterem Druck das Extraktionsmittel (Ethylacetat) bei 150 mbar und 40 °C über Kopf abdestilliert. Die über Sumpf abgezogene Schwersiederfraktion wird mit Sumpfverflüssiger versetzt. Daraus werden in den folgenden Destillationsstufen wiederum unter verminderterem Druck zunächst Cyclopentanon bei 70 mbar und 60 °C und schließlich 2-Cyclopenten-1-on bei 30 mbar und 60 °C über Kopf abgetrennt.

Das erhaltene Cyclopentenon besitzt eine Reinheit von > 99,5 %. Das zurückgewonnene Cyclopentanon wird erneut zur Dehydrierung eingesetzt. Das Extraktionsmittel wird in die Extraktion zurückgeführt.

Bei einem 8-stündigen Testlauf wurde ein durchschnittlicher Umsatz von 18 %, von ca. 24 % nach 1 h auf ca. 8 % nach 8 h abfallend, bei einer durchschnittlichen Selektivität der Bildung von 2-Cyclopenten-1-on von 85 % erzielt. Als Nebenprodukt wurden neben organischen Ablagerungen auf dem Katalysator praktisch ausschließlich gasförmige Verbindungen wie Methan, Ethylen, Propylen und Kohlenstoffoxide gebildet.

- 23 -

**Der Katalysator wird in regelmäßigen Abständen regeneriert.**

**Beispiel 3**

5

Das Beispiel wurde analog Beispiel 2, jedoch mit einer LHSV von  $0,4 \text{ h}^{-1}$  und einem Wasserdampfanteil von 50 Gew.-%, bezogen auf Cyclopentanon, durchgeführt. Die Austräge wurden gesammelt und nach 8 Stunden analysiert. Es wurde ein Umsatz von 24,8 % gefunden.

10



BASF Aktiengesellschaft

24. Juli 2003  
B03/0225 IB/XS/hen/arw**Patentansprüche**

5

1. Verfahren zur Herstellung von alpha, beta-ungesättigten acyclischen oder cyclischen Carbonylverbindungen durch Dehydrierung der entsprechenden gesättigten Carbonylverbindungen in der Gasphase an einem heterogenen Dehydrierkatalysator, dadurch gekennzeichnet, dass der Dehydrierkatalysator Platin und/oder Palladium und Zinn auf einem oxidischen Träger enthält.
2. Verfahren nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet, dass der oxidische Träger ausgewählt ist aus der Gruppe bestehend aus Zirkondioxid, Aluminiumoxid, Siliciumdioxid, Titandioxid, Magnesiumoxid, Lanthanoxid und Ceroxid.
3. Verfahren nach Anspruch 1 oder 2, dadurch gekennzeichnet, dass der Dehydrierungskatalysator Zirkondioxid und/oder Siliziumdioxid enthält.
4. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 3, dadurch gekennzeichnet, dass der Dehydrierungskatalysator zusätzlich mindestens ein Element der I. oder II. Hauptgruppe und mindestens ein Element der III. Nebengruppe, einschließlich der Lanthaniden und Actiniden, enthält.
5. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 4, dadurch gekennzeichnet, dass der Dehydrierungskatalysator Caesium und/oder Kalium enthält.
6. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 5, dadurch gekennzeichnet, dass der Dehydrierungskatalysator Lanthan und/oder Cer enthält.
7. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 6, dadurch gekennzeichnet, dass die Dehydrierung in Gegenwart von molekularem Sauerstoff unter autothermen Bedingungen durchgeführt wird.
8. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 7, dadurch gekennzeichnet, dass ein regenerierter Dehydrierkatalysator eingesetzt wird, wobei die Regenerierung zumindest den folgenden Schritt umfasst:

10

15

15

20

35

30

35

Durchleiten eines sauerstoffhaltigen Gasgemischs enthaltend ein Inertgas durch das Katalysatorbett bei einem Druck von 2 bis 20 bar und einer Gasbelastung von 1000 bis 50 000 h<sup>-1</sup> über einen Zeitraum von 0,25 bis 24 h unter stufenweiser oder kontinuierlicher Erhöhung der Sauerstoffkonzentration von einem Anfangswert von 0,01 bis 1 Vol.-% O<sub>2</sub> bis auf einen Endwert von 10 bis 25 Vol.-% O<sub>2</sub>.

9. Verfahren nach Anspruch 8, dadurch gekennzeichnet, dass die Regenerierung des Dehydrierkatalysators die Schritte (a), (b) und (e) und gegebenenfalls (c), (d) und (f) umfasst:

(a) Spülen mit Inertgas bei einem Druck von 0,5 bis 2,0 bar und einer Gasbelastung von 1000 bis 50 000 h<sup>-1</sup>;

(b) Durchleiten eines sauerstoffhaltigen Gasgemischs enthaltend ein Inertgas durch das Katalysatorbett bei einem Druck von 2 bis 20 bar und einer Gasbelastung von 1000 bis 50 000 h<sup>-1</sup> über einen Zeitraum von 0,25 bis 24 h unter stufenweiser oder kontinuierlicher Erhöhung der Sauerstoffkonzentration von einem Anfangswert von 0,01 bis 1 Vol.-% O<sub>2</sub> bis auf einen Endwert von 10 bis 25 Vol.-% O<sub>2</sub>;

(c) gegebenenfalls Durchleiten eines sauerstoffhaltigen Gasgemischs enthaltend ein Inertgas bei einem Druck von 0,5 bis 20 bar und einer Gasbelastung von 10 bis 500 h<sup>-1</sup> über einen Zeitraum von 0,25 bis 100 h, wobei die Sauerstoffkonzentration 10 bis 25 Vol.-% O<sub>2</sub> beträgt;

(d) gegebenenfalls wiederholte schnelle entgegengesetzte Druckänderung um einen Faktor 2 bis 20 innerhalb des Bereichs von 0,5 bis 20 bar;

(e) Spülen mit einem Inertgas;

(f) Aktivierung des Katalysators mit Wasserstoff;

wobei mindestens einer der Schritte (c) oder (d) durchgeführt wird und das gesamte Regenerierungsverfahren bei einer Temperatur von 300 bis 800°C durchgeführt wird.

- 3 -

10. Verfahren nach Anspruch 8 oder 9, dadurch gekennzeichnet, dass die Schritt (b) und gegebenenfalls (c) bei einer Temperatur von > 500 °C durchgeführt werden.

5 11. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 10, dadurch gekennzeichnet, dass die cyclischen oder acyclischen Carbonylverbindungen cyclische oder acyclische Aldehyde oder Ketone sind.

10 12. Verfahren nach Anspruch 11, dadurch gekennzeichnet, dass ein acyclischer Aldehyd oder Keton, ausgewählt ist aus der Gruppe bestehend aus Propionaldehyd, Butyraldehyd, Valeraldehyd, iso-Valeraldehyd, Butanon, 2-Pantanon und 2-Hexanon, dehydriert wird.

15 13. Verfahren nach Anspruch 11, dadurch gekennzeichnet, dass ein cyclischer Keton, ausgewählt aus der Gruppe bestehend aus Cylopantan, Cyclohexan und Cycloheptan, dehydriert wird.

14. Verwendung des regenerierten Dehydrierkatalysators, wie er in einem der Ansprüche 8 bis 10 definiert ist, in dem Verfahren gemäß Anspruch 1.

- 1 -

BASF Aktiengesellschaft

24. Juli 2003  
B03/0225 IB/XS/hen/arw

5

**Zusammenfassung**

- Verfahren zur Herstellung von alpha, beta-ungesättigten acyclischen oder cyclischen Carbonylverbindungen durch Dehydrierung der entsprechenden gesättigten 10 Carbonylverbindungen in der Gasphase an einem heterogenen Dehydrierkatalysator, dadurch gekennzeichnet, dass der Dehydrierkatalysator Platin und/oder Palladium und Zinn auf einem oxidischen Träger enthält.